



⑮ **BUNDESREPUBLIK
DEUTSCHLAND**



**DEUTSCHES
PATENT- UND
MARKENAMT**

⑫ **Offenlegungsschrift**
⑩ **DE 197 40 253 A 1**

⑤① Int. Cl.⁶:
B 01 D 5/00
B 01 D 3/00
C 07 C 57/07
C 07 C 57/05

⑳ Aktenzeichen: 197 40 253.4
㉔ Anmeldetag: 12. 9. 97
㉕ Offenlegungstag: 18. 3. 99

DE 197 40 253 A 1

㉚ Anmelder:
BASF AG, 67063 Ludwigshafen, DE

㉚ Vertreter:
Patent- und Rechtsanwälte Bardehle, Pagenberg,
Dost, Altenburg, Geissler, Isenbruck, 68165
Mannheim

㉚ Erfinder:
Eck, Bernd, 68519 Viernheim, DE; Machhammer,
Otto, Dr., 68163 Mannheim, DE; Proll, Theo, Dr.,
67098 Bad Dürkheim, DE; Schliephake, Volker, Dr.,
67105 Schifferstadt, DE; Thiel, Joachim, Dr., 67433
Neustadt, DE; Bröllos, Klaus, Dr., 64342
Seeheim-Jugenheim, DE

Die folgenden Angaben sind den vom Anmelder eingereichten Unterlagen entnommen

- ⑤④ Verfahren zur fraktionierten Kondensation eines heißen Gasgemisches mit einem hohen Anteil nicht kondensierbarer Komponenten
- ⑤⑦ In einem Verfahren zur fraktionierten Kondensation eines heißen Gasgemisches, das wenigstens zwei kondensierbare Komponenten und einen hohen Anteil wenigstens einer nicht kondensierbaren Komponente enthält, führt man das Gasgemisch durch eine Kolonne mit trennwirksamen Einbauten und kondensiert die kondensierbaren Komponenten durch Kühlung aus.

DE 197 40 253 A 1

Beschreibung

Die vorliegende Erfindung betrifft ein Verfahren zur fraktionierten Kondensation eines heißen Gasgemisches, das wenigstens zwei kondensierbare Komponenten und einen hohen Anteil nicht kondensierbarer Komponenten enthält.

Heiße Gasgemische, die neben kondensierbaren Komponenten einen hohen Anteil nicht kondensierbarer Komponenten enthalten, entstehen z. B. bei der Herstellung von Acrylsäure durch heterogen katalysierte Gasphasenoxidation. Hierbei wird Propen mit molekularem Sauerstoff an im festen Aggregatzustand befindlichen Katalysatoren bei Temperaturen zwischen 200 und 400°C einstufig oder zweistufig über Acrolein umgesetzt (vgl. z. B. DE-A-19 62 431, DE-A-29 43 707, DE-C-12 05 502, EP-A-0 257 565, EP-A-0 253 409, DE-A-22 51 364, EP-A-0 117 146, GB-B-1 450 986 und EP-A-0 293 224). Es werden oxidische Mehrkomponenten-Katalysatoren z. B. auf der Basis von Oxiden der Elemente Molybdän, Bismut und Eisen (in der 1. Stufe) bzw. Molybdän und Vanadium (in der 2. Stufe) eingesetzt. Das entstehende heiße Reaktionsgasgemisch enthält neben der (kondensierbaren) Acrylsäure und kondensierbaren Nebenkomponenten einen hohen Anteil nicht kondensierbarer Komponenten wie Stickstoff oder Sauerstoff.

Zur Abtrennung der Acrylsäure sind zahlreiche Verfahren bekannt. So ist aus DE-C-21 36 396 bekannt, die Acrylsäure aus den bei der katalytischen Gasphasenoxidation erhaltenen Reaktionsgasen durch Gegenstromabsorption mit einem Gemisch aus etwa 75 Gew.-% Diphenylether und etwa 25 Gew.-% Diphenyl abzutrennen. DE-A-24 49 780 beschreibt das Abkühlen des heißen Reaktionsgases durch Teilverdampfen des Lösungsmittels in einem Direktkondensator (Quenchapparat) vor der Gegenstromabsorption. Neben dieser Absorption des die Acrylsäure enthaltenen Reaktionsprodukts in ein hochsiedendes Lösungsmittelgemisch sehen andere Verfahren eine Totalkondensation von Acrylsäure und des weiterhin bei der katalytischen Oxidation entstehenden Reaktionswassers vor. Dabei entsteht eine wäßrige Acrylsäurelösung, die über Destillation mit einem Azeotropmittel (vgl. z. B. DE-C-34 29 391 und JP-A-1 124 766) oder über ein Extraktionsverfahren (vgl. z. B. DE-A-21 64 767 und JP-A-5 81 40-039) weiter aufgearbeitet werden kann. In EP-A-0 551 111 wird das mittels Gasphasenoxidation hergestellte, acrylsäurehaltige Gemisch mit Wasser in einem Absorptionsturm in Berührung gebracht und die erhaltene wäßrige Lösung in Anwesenheit eines Lösungsmittels, das mit polaren Leichtsiedern wie Wasser oder Essigsäure ein Azeotrop bildet, destilliert. Daneben ist aus DE-C-23 23 328 die Abtrennung von Acrylsäure aus einer wäßrigen Butanol-Acrylsäure-Veresterungsablauge durch Extraktion mit einem speziellen Gemisch organischer Lösungsmittel bekannt. Nachteilig bei den hier beschriebenen Verfahren ist, daß zur Extraktion oder Absorption ein organisches Lösungsmittel verwendet wird, das in einer weiteren Verfahrensstufe, wie eine Rektifikation, bei hoher thermischer Belastung wieder abgetrennt werden muß.

Die Aufgabe der vorliegenden Erfindung bestand darin, ein Verfahren zu schaffen, das die Auftrennung eines heißen Gasgemisches mit einem hohen Anteil nicht kondensierbarer Komponenten, wie es z. B. bei der katalytischen Gasphasenoxidation zu Acrylsäure entsteht, in seine Komponenten bei möglichst hoher Reinheit der Komponenten mit möglichst wenig Verfahrensstufen ermöglicht.

Überraschenderweise wurde gefunden, daß ein heißes Gasgemisch mit einem hohen Anteil nicht kondensierbarer Komponenten fraktioniert kondensiert werden kann, in dem man es von unten in eine Kolonne mit trennwirksamen Einbauten führt und die kondensierbaren Komponenten durch

Kühlung auskondensiert. Hierbei werden die kondensierbaren Komponenten des Gasgemisches, z. B. Acrylsäure aus einem bei der Gasphasenoxidation entstehenden Reaktionsgasgemisch, in hoher Reinheit erhalten.

Somit betrifft die Erfindung ein Verfahren zur fraktionierten Kondensation eines heißen Gasgemisches, das wenigstens zwei kondensierbare Komponenten und einen hohen Anteil nicht kondensierbarer Komponenten enthält, das dadurch gekennzeichnet ist, daß man das Gasgemisch durch eine Kolonne mit trennwirksamen Einbauten führt und die kondensierbaren Komponenten durch Kühlung auskondensiert. In einer bevorzugten Ausführungsform enthält das heiße Gasgemisch eine Schwersieder-, Mittelsieder- und Leichtsiederfraktion, von denen jede wiederum eine oder mehrere Komponenten enthält, wie es z. B. bei dem bei der Acrylsäureherstellung durch katalytische Gasphasenoxidation entstehenden heißen Reaktionsproduktgasgemisch der Fall ist. Weitere bevorzugte Ausführungsformen der Erfindung ergeben sich aus der nachfolgenden Beschreibung, den Unteransprüchen, der Figur und dem Beispiel. Die Erfindung betrifft weiterhin die Verwendung einer Kolonne mit trennwirksamen Einbauten zur fraktionierten Kondensation von heißen Gasgemischen mit einem hohen Anteil an nicht kondensierbaren Komponenten.

Die einzige Figur zeigt schematisch eine Kolonne, die bevorzugt zur Durchführung des erfindungsgemäßen Verfahrens eingesetzt wird.

Die für das erfindungsgemäße Verfahren einsetzbaren Kolonnen unterliegen keiner besonderen Beschränkung. Grundsätzlich eignen sich alle Kolonnen mit trennwirksamen Einbauten. Als Kolonneneinbauten kommen alle gängigen Einbauten in Betracht, insbesondere Böden, Packungen und/oder Füllkörper. Von den Böden sind Glockenböden, Siebböden, Ventilböden und/oder Dual-Flow-Böden bevorzugt. Die Kolonne umfaßt wenigstens eine Kühlvorrichtung. Hierfür eignen sich alle Wärmeüberträger oder Wärmetauscher, bei denen die bei der Kondensation frei werdende Wärme indirekt (extern) abgeführt wird. Hierfür können alle gängigen Apparate eingesetzt werden, wobei Rohrbündelwärmetauscher, Plattenwärmetauscher und Luftkühler bevorzugt sind. Geeignete Kühlmedien sind bei einem Luftkühler entsprechend Luft und bei anderen Kühlvorrichtungen Kühlflüssigkeiten, insbesondere Wasser. Ist nur eine Kühlvorrichtung vorgesehen, so wird diese am Kopf der Kolonne eingebaut, in dem die Leichtsiederfraktion auskondensiert wird. Der Fachmann kann in Abhängigkeit von der gewünschten Reinheit der kondensierten Fraktionen und damit der Komponenten die Anzahl der erforderlichen Kühlvorrichtungen leicht bestimmen, wobei die Reinheit der kondensierten Komponenten im wesentlichen durch die installierte Trennleistung der Kolonne, d. h. die Kolonnenhöhe und die über das zu kondensierende Gasgemisch eingetragene Energie bestimmt wird. Zweckmäßigerweise werden bei Vorhandensein mehrerer Kühlvorrichtungen diese in verschiedenen Abschnitten der Kolonne eingebaut. Z. B. können bei einem heißen Gasgemisch, das neben dem hohen Anteil nicht kondensierbarer Komponenten eine Schwersieder-, Mittelsieder- und Leichtsiederfraktion enthält, eine Kühlvorrichtung im unteren Abschnitt der Kolonne zur Auskondensation der Schwersiederfraktion und eine Kühlvorrichtung am Kopf der Kolonne zur Auskondensation der Leichtsiederfraktion vorgesehen sein. Die kondensierten Fraktionen werden an den jeweiligen Abschnitten in der Kolonne über Seitenabzüge abgeführt. In Abhängigkeit von der Anzahl der Komponenten in der Schwersieder-, Mittelsieder- und Leichtsiederfraktion können jeweils auch mehrere Seitenabzüge vorgesehen sein. Die über die Seitenabzüge abgezogenen Fraktionen können dann weite-

ren Reinigungsstufen unterzogen werden, z. B. destillativen oder extraktiven Trennverfahren oder einer Kristallisation, je nach gewünschter Reinheit der Komponenten. In einer bevorzugten Ausgestaltung der Erfindung sind ein Schwersiederabzug, ein Leichtsiederabzug und 0, 1 oder 2 Mittelsiederabzüge vorgesehen. Der in der Kolonne vorliegende Druck hängt von der Menge an nicht kondensierbaren Komponenten ab und beträgt vorzugsweise 0,5–5 bar Absolutdruck, insbesondere 0,8–3 bar Absolutdruck. Die genauen Betriebsbedingungen für die Kolonne, wie Temperatur- und Druckführung, Schaltung und Anordnung der Kühlvorrichtung(en), Anordnung der Seitenabzüge zum Abziehen der gewünschten Fraktionen, Wahl der Kolonnenhöhe und des Kolonnendurchmessers, Anzahl und Abstand der trennwirksamen Einbauten/Böden in der Kolonne oder Art der trennwirksamen Kolonneneinbauten, können vom Fachmann im Rahmen fachüblicher Versuche in Abhängigkeit von der Trennaufgabe ermittelt werden.

Als Gasgemische sind alle heißen Gasgemische einsetzbar, die wenigstens zwei kondensierbare Komponenten und einen hohen Anteil wenigstens einer nicht kondensierbaren Komponente enthalten und keine ausgeprägte Azeotropbildung zeigen. D.h. Azeotrope sind dann noch geeignet, wenn die Zusammensetzung des Azeotropengemisches sehr weit nach einer Seite verschoben ist. Erfindungsgemäß fallen unter den Begriff "kondensierbare Komponenten" alle Komponenten oder Verbindungen, deren Siedepunkt nicht niedriger als -40°C bei Normaldruck (1 bar) liegt, vorzugsweise nicht niedriger als -30°C bei Normaldruck (1 bar), insbesondere nicht niedriger als -20°C bei Normaldruck (1 bar). Vorteilhafterweise liegt die Temperatur des heißen, zu kondensierenden Gasgemisches zwischen 20 und 450°C , insbesondere zwischen 100 und 350°C und am meisten bevorzugt zwischen 150 und 300°C . Der Anteil an nicht kondensierbarer/en Komponente(n) liegt vorteilhafterweise zwischen 20 und 100 Gew.-%, insbesondere zwischen 50 und 95 Gew.-%, am meisten bevorzugt zwischen 70 und 90 Gew.-%, jeweils bezogen auf 100 Gew.-% heißes Gasgemisch. Das Gasgemisch enthält in einer bevorzugten Ausgestaltung der Erfindung neben nicht kondensierbarer(n) Komponente(n) eine Schwersieder-, Mittelsieder- und Leichtsiederfraktion, von denen jede wiederum eine oder mehrere Komponenten enthält. Die Begriffe Schwersieder- und Leichtsiederfraktionen sind vorliegend auf das gewünschte Produkt, das in der Mittelsiederfraktion erscheint, bezogen und bezeichnen die Fraktionen, die einen niedrigeren bzw. höheren Siedepunkt bzw. Siedebereich haben als die Mittelsiederfraktion, wobei diese um wenigstens 5 bis 10°C vom Siedebereich/-punkt der Mittelsiederfraktion abweichen.

In einer bevorzugten Ausführungsform wird das heiße Gasgemisch vor der Auskondensation direkt oder indirekt (extern) abgekühlt. Dies kann über indirekte Kühlung, z. B. Gaskühler, aber auch über direkte Kühlung mit einem kalten schwersiedenden Hilfsstoff, z. B. hochsiedenden Kohlenwasserstoffen, oder bevorzugter Weise mit der aus dem Gasgemisch kondensierten Schwersiederfraktion erfolgen. Bei dem Hilfsstoff ist jedoch nachteilig, daß dieser wieder aufgearbeitet werden muß. Apparativ kann die Abkühlung getrennt von der Kolonne in einem eigenen Apparat, z. B. einem Gaskühler, einem Quench oder einem Flaschtopf, oder im Sumpfbereich der Kolonne integriert (mit oder ohne Kolonneneinbauten) erfolgen. Bei der Abkühlung wird das heiße Gasgemisch auf 50 bis zu 300°C , insbesondere 70 bis 200°C , jeweils unterhalb des Siedepunkts der schwerst siedenden Komponente abgekühlt.

Ein besonders geeignetes heißes Gasgemisch ist das Reaktionsgasgemisch, wie es bei der katalytischen Gasphasenoxidation von C_3 - bzw. C_4 -Alkanen, -Alkenen, -Alkanolen

und/oder -Alkanalen und/oder Vorstufen davon zu Acrylsäure bzw. Methacrylsäure nach bekannten Verfahren entsteht. Besonders vorteilhaft wird Propen, Propan, Acrolein, tert.-Butanol, Isobuten, Isobutan, Isobutyraldehyd, Methacrolein, Isobuttersäure oder Methyl-tert.-butylether eingesetzt. Als Ausgangsverbindungen sind aber auch solche verwendbar, aus denen sich die eigentliche C_3 -/ C_4 -Ausgangsverbindung erst während der Gasphasenoxidation intermediär bildet. Beispielhaft genannt seien für die Herstellung der Methacrylsäure Isobuttersäure oder Methyl-tert.-butylether. Sowohl Acrylsäure als auch Methacrylsäure können direkt aus Propan bzw. Isobutan hergestellt werden. Bei Einsatz von Propan als Ausgangsstoff kann dieses nach bekannten Verfahren durch katalytische Oxidehydrierung (z. B. nach US-A-5 510 558), homogene Oxidehydrierung (z. B. nach CN-A-1 105 352) oder katalytische Dehydrierung (z. B. nach EP-A-0 253 409) zu einem Propen-/Propan-Gemisch umgesetzt werden. Geeignete Propen-/Propan-Gemische sind auch Raffineriepropen (70% Propen und 30% Propan) oder Crackerpropen (95% Propen und 5% Propan). Bei Einsatz eines Propen-/Propan-Gemisches zur Herstellung von Acrylsäure wirkt Propan als Verdünnungsgas und/oder Reaktant. Ebenso wie Propan kann auch Isobutan als Reaktand wirken und beide können z. B. gemäß EP-B-0 608 838 direkt zu Acrylsäure bzw. Methacrylsäure umgesetzt werden. Bei der Herstellung der Acrylsäure bzw. Methacrylsäure werden in der Regel die Ausgangsgase mit inerten Gasen wie Stickstoff, CO_2 , gesättigten C_1 - C_6 -Kohlenwasserstoffen und/oder Wasserdampf verdünnt, im Gemisch mit Sauerstoff bei erhöhten Temperaturen (üblicherweise 200 bis 450°C) sowie gegebenenfalls erhöhtem Druck über Übergangsmetallische (z. B. Mo, V, W und/oder Fe enthaltende) Mischoxidkatalysatoren geleitet und oxidativ in die Acrylsäure bzw. Methacrylsäure umgewandelt (vgl. z. B. DE-A-44 05 059, EP-A-0 253 409, EP-A-0 092 097 und DE-A-44 31 949). Diese Umsetzungen werden beispielsweise einstufig oder mehrstufig durchgeführt. Besonders geeignete Verfahren zur Herstellung von Methacrylsäure sind solche, die von Methacrolein ausgehen, insbesondere wenn das Methacrolein durch gasphasenkatalytische Oxidation von tert.-Butanol, Isobutan oder Isobuten oder durch Umsetzung von Formaldehyd mit Propionaldehyd gemäß EP-B-0 092 097 und EP-B-0 058 927 erzeugt wird. Das entstehende Reaktionsgasgemisch enthält neben der gewünschten Säure Nebenkomponenten wie nicht umgesetztes Acrolein bzw. Methacrolein und/oder Propen bzw. Isobuten, Wasserdampf, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid, Stickstoff, Sauerstoff, Essigsäure, Propionsäure, Formaldehyd, weitere Aldehyde und Maleinsäureanhydrid. Üblicherweise enthält das Reaktionsgasgemisch, jeweils bezogen auf das gesamte Reaktionsgasgemisch, 1 bis 30 Gew.-% Acrylsäure bzw. Methacrylsäure, 0,05 bis 1 Gew.-% Propen bzw. Isobuten und 0,05 bis 1 Gew.-% Acrolein bzw. Methacrolein, 0,05 bis 10 Gew.-% Sauerstoff, 0,05 bis 2 Gew.-% Essigsäure, 0,01 bis 2 Gew.-% Propionsäure, 0,05 bis 1 Gew.-% Formaldehyd, 0,05 bis 2 Gew.-% Aldehyde, 0,01 bis 0,5 Gew.-% Maleinsäureanhydrid und 20 bis 98 Gew.-%, vorzugsweise 50–90 Gew.-% inerte Verdünnungsgase. Als inerte Verdünnungsgase sind insbesondere gesättigte C_1 - C_6 -Kohlenwasserstoffe, wie 0 bis 90 Gew.-% Methan und/oder Propan, daneben 1 bis 30 Gew.-% Wasserdampf, 0,05 bis 15 Gew.-% Kohlenoxide und 0 bis 90 Gew.-% Stickstoff, jeweils bezogen auf 100 Gew.-% Verdünnungsgas, enthalten. Somit enthält ein solches Gasgemisch neben der Zielkomponente Acrylsäure bzw. Methacrylsäure, die als Mittelsiederfraktion kondensiert, weitere Verbindungen im Schwersieder- und Leichtsiederbereich. Zweckmäßigerweise wird die fraktionierte Kondensation dann dergestalt durchgeführt, daß in

der Kolonne zwei Kühlvorrichtungen vorgesehen sind, eine im unteren Bereich der Kolonne zur Auskondensation der Schwersiederfraktionen und eine im oberen Bereich der Kolonne zur Auskondensation der Leichtsiederfraktion.

Vorteilhafterweise wird das Verfahren bei Vorhandensein einer Schwersiederfraktion, einer Mittelsiederfraktion, einer Leichtsiederfraktion und nicht kondensierbarer Komponente(n) so durchgeführt wie es in der Figur gezeigt ist und wie es im folgenden beschrieben ist, wobei sich die Kolonne in verschiedene Abschnitte untergliedern läßt, in denen unterschiedliche verfahrenstechnische Aufgaben gelöst werden. Die Bezugsziffern in der Figur bezeichnen hierbei die einzelnen Abschnitte in der Kolonne (I.a bis I.f) bzw. separate Abschnitte/Apparate von der Kolonne (I.a), Zu- und Ableitungen (1-11) sowie die Kühlkreise II und III.

I.a Sumpfbereich

Abkühlung des heißen Gasgemisches

Im Sumpfbereich I.a wird das heiße Gasgemisch eingeleitet und abgekühlt. Dies kann über indirekte Kühlung, z. B. Wärmetauscher, oder direkte Kühlung mit im nächsten Abschnitt der Kolonne kondensierter Schwersiederfraktion als Kühlmedium erfolgen. Das Abkühlen kann statt im Sumpfbereich der Kolonne auch analog getrennt von der Kolonne in einem separaten Apparat I.a erfolgen, wie es in der Figur gezeigt ist. In diesem Fall wird das heiße, zu kondensierende Gasgemisch aus Leitung 1 in einem Quench bzw. Vorquench I.a abgekühlt und über Leitung 2 dem Sumpfbereich I.a der Kolonne zugeführt. Über Leitung 3 wird das Kühlmedium (kondensierte Schwersiederfraktion) zur Kühlung des heißen Gasgemisches in den Quench bzw. Vorquench zurückgeführt. Wird die Kühlung mit einem schwersiedenden Hilfsstoff bzw. mit der Schwersiederfraktion aus Bereich I.b. durchgeführt, kann ein Teil des Stromes, üblicherweise weniger als 1 Gew.-% bezogen auf 100 Gew.-% Kondensat im Seitenabzug, aus dem Prozeß ausgeschleust werden.

I.b Kühlkreis II

Kondensation der Schwersiederfraktion

Im Kolonnenabschnitt I.b wird die Kondensationswärme extern über Kühlkreis II mittels eines Wärmetauschers mit z. B. Wasser als Kühlmedium abgeführt, indem kondensierte Schwersiederfraktion über Leitung 4 aus der Kolonne abgeführt wird, gekühlt wird und ein Teil der gekühlten, kondensierten Schwersiederfraktion über Leitung 5 der Kolonne rückgeführt wird, während der andere Teil, üblicherweise weniger als 1 Gew.-% bezogen auf 100 Gew.-% Kondensat im Seitenabzug, über Leitung 6 ausgeschleust wird. Die rückgeführte, kondensierte Schwersiederfraktion wird im Gegenstrom zum aufsteigenden Gas geführt. In Abhängigkeit von der Trennaufgabe besteht auch die Möglichkeit, die Abschnitte I.a und I.b der Kolonne, d. h. die Abkühlung des Reaktionsgases und die Kondensation einer Schwersiederfraktion, apparativ zu vereinigen (nicht gezeigt), so daß die genannten Vorgänge gleichzeitig durchgeführt werden. Es besteht auch die Möglichkeit statt des externen Kühlkreises II eine direkte Kühlung vorzusehen (nicht gezeigt), bei der ein schwersiedender Hilfsstoff zur Abkühlung eingespritzt wird, der wiederum im Kreis geführt oder extern aufgearbeitet wird.

I.c Kühlkreis II → Seitenabzug

Schwersiederanreicherung

Im Kolonnenabschnitt I.c zwischen Kolonnenabschnitt I.b (Kühlkreis II) und I.d (Seitenabzug) erfolgt zum Kühlkreis II hin eine destillative Anreicherung und Auskondensation der Schwersiederfraktion aus dem im Gegenstrom nach oben geführten Gasstrom.

I.d Seitenabzug

Abziehen der Mittelsiederfraktion

Über Seitenabzug 7 im Kolonnenabschnitt I.d. werden gewünschte Zielkomponenten wie Acrylsäure bzw. Methacrylsäure abgeführt. Im Grenzfall einer einstufigen Kondensation wird im Bereich des Seitenabzugs 7 die Mittelsiederfraktion aus dem im Gegenstrom nach oben geführten Gasgemisch auskondensiert.

I.e Seitenabzug → Kühlkreis III

Mittelsiederanreicherung

Im Kolonnenabschnitt I.e zwischen Kolonnenabschnitt I.d (Seitenabzug 7) und I.f (Kühlkreis III) erfolgt die destillative Anreicherung der Mittelsiederfraktion aus dem im Gasgemisch nach oben geführten Gasstrom, wobei die Mittelsiederfraktion zum Seitenabzug (Bereich I.d) hin angereichert wird. Es besteht auch die Möglichkeit, apparativ die Abschnitte I.d und I.e der Kolonne zu einem Abschnitt zusammenzufassen (nicht gezeigt). Zweckmäßigerweise wird in diesem Fall in Abschnitt I.d der Kolonne ein Fangboden eingebaut, um die Flüssigkeit aus der Kolonne abzuführen.

I.f Kühlkreis III

Kondensation der Leichtsiederfraktion

Im Kolonnenabschnitt I.f des externen Kühlkreises III erfolgt die Kondensation der Leichtsiederfraktion aus dem im Gegenstrom nach oben geführten Gasstrom. Analog zu Kühlkreis II wird die Kondensationswärme extern über Kühlkreis III mittels eines Wärmetauschers mit z. B. Wasser als Kühlmedium abgeführt, indem kondensierte Leichtsiederfraktion über Leitung 8 abgezogen wird, gekühlt wird und ein Teil der gekühlten, kondensierten Leichtsiederfraktion über Leitung 9 der Kolonne rückgeführt wird, während der andere Teil über Leitung 10 ausgeschleust wird. Die nicht kondensierten Gase werden vom Kopf der Kolonne über Leitung 11 abgezogen, wobei ggf. der Gasstrom noch überhitzt werden kann, um eine weitere Kondensation im Brückenrohr zu vermeiden.

Die in der Figur schematisch gezeigte Kolonne eignet sich besonders gut zur fraktionierten Kondensation eines oben genannten Reaktionsgasgemisches wie es bei der katalytischen Gasphasenoxidation zu Acrylsäure bzw. Methacrylsäure entsteht. In diesem Fall wird zur Vermeidung einer Polymerisation vorteilhafterweise an einer oder mehreren, vom Fachmann leicht zu ermittelnden Stellen in der Kolonne ein Stabilisator zugegeben, insbesondere Phenothiazin oder ein anderer, in EP-A-0 765 856 offenkundiger Stabilisator. Von der Kolonne wird über Seitenabzug 7 das Zielprodukt, die Acrylsäure, bzw. Methacrylsäure, in einer hohen Reinheit von über 95 Gew.-%, insbesondere über 97 Gew.-%, jeweils bezogen auf das im Seitenabzug abgezogene Kondensat, abgenommen. Die nicht kondensierbaren Kom-

ponenten, bei denen es sich vorzugsweise um Stickstoff, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid, Sauerstoff, Methan, Propan und Propen, handelt, werden vom Kopf der Kolonne über Leitung 11 abgezogen. Die im Abschnitt I.b auskondensierte Schwersiederfraktion, die überwiegend Maleinsäureanhydrid, Benzoesäure, Stabilisatoren wie Phenothiazin oder andere, in EP-A-0 765 856 offenbarte Stabilisatoren, monomere und oligomere Acrylsäure enthält, wird über Leitung 6 ausgeschleust, während die auskondensierte Leichtsiederfraktion, die überwiegend Wasser, Essigsäure und Formaldehyd enthält, über Leitung 10 abgezogen wird.

Anders als die bisherigen Verfahren zur Abtrennung von Acrylsäure, die die Verwendung eines Absorptions- oder Extraktionsmittels erfordern, ist erfindungsgemäß eine Abtrennung der Acrylsäure bzw. Methacrylsäure in hoher Reinheit dadurch möglich, daß man die heißen Reaktionsgase aus der katalytischen Gasphasenoxidation von unten in eine Absorptionskolonne führt und in sich selber aufsteigen läßt, ohne ein externes Absorptionsmittel im Gegenstrom zu führen. Die aufsteigenden Gase kühlen ab, die kondensierbaren Bestandteile kondensieren und bilden quasi ein absteigendes "internes Absorptionsmittel". Damit ermöglicht das erfindungsgemäße Verfahren die Abtrennung der Acrylsäure bzw. Methacrylsäure in hoher Reinheit ohne externes Absorptions- oder Extraktionsmittel. Weiterhin ermöglicht das Verfahren eine optimale Nutzung der Wärmeenergie, die in den heißen Reaktionsgasen aus der katalytischen Gasphasenoxidation enthalten ist. Darüberhinaus können die über Kopf abgezogenen, nicht kondensierbaren Komponenten als Verdünnungs- oder Kreisgas in die Stufe zur Herstellung der Acrylsäure bzw. Methacrylsäure zurückgeführt werden.

Das erfindungsgemäße Verfahren ermöglicht in nur einer Verfahrensstufe nicht nur eine Auftrennung eines heißen Gasmisches in kondensierbaren Anteil und nicht kondensierbaren Anteil, sondern gleichzeitig eine Auftrennung des kondensierbaren Anteils in bei verschiedenen Siedepunkten bzw. Siedebereichen siedende Fraktionen und damit eine hohe Reinheit der verschiedenen Komponenten. Wie gesagt, bilden die kondensierten Komponenten quasi ein absteigendes "internes Absorptionsmittel", weshalb man das erfindungsgemäße Verfahren vereinfacht als vorteilhafte Kombination von Rektifikation und Absorption ansehen kann. Besonders überraschend ist, daß diese hohe Reinheit der Komponenten ohne Verwendung eines Hilfsstoffes möglich ist. In optimaler Weise nutzt das erfindungsgemäße Verfahren die Wärmeenergie von Gasmischungen aus Reaktionen, bei denen heiße Gasmische entstehen. Von herkömmlichen Destillations-, Rektifikations- und Kondensationsverfahren unterscheidet sich das erfindungsgemäße Verfahren darin, daß bei einem hohen Anteil nicht kondensierbarer Komponenten gearbeitet wird. Üblicherweise beträgt bei den oben genannten herkömmlichen Verfahren der Anteil nicht kondensierbarer Komponenten weniger als 5%. Damit ermöglicht das erfindungsgemäße Verfahren eine besonders wirtschaftliche Auftrennung eines heißen Gasmisches mit einem hohen Anteil nicht kondensierbarer Komponenten in dessen kondensierbare Komponenten in einer einzigen Verfahrensstufe. Besonders vorteilhaft ist, daß die gewünschten Komponenten in hoher Reinheit erhalten werden können.

Die Erfindung wird anhand des folgenden Beispiels erläutert, das eine bevorzugte Ausführungsform der Erfindung darstellt.

Beispiel

Aus einer katalytischen Gasphasenoxidation zu Acrylsäure wurde ein Gemisch folgender Zusammensetzung (Tabelle 1) mit einer Temperatur von 270°C erhalten:

Tabelle 1

Komponente	Konzentration, Gew.-%
Wasser	4,4
5 Formaldehyd	0,2
Essigsäure	0,4
Acrylsäure	10,1
Maleinsäureanhydrid	0,07
Benzoessäure	0,02
10 Acrolein	0,1
Phthalsäureanhydrid	0,01
Propionsäure	0,002
Maleinsäure	0,0
Allylacrylat	0,001
15 Benzaldehyd	0,001
Furfural	0,001
Phenothiazin	0,0
Stickstoff	Rest (76,545)
Sauerstoff	3,6
20 Kohlenoxid	0,75
Kohlendioxid	2,6
Propen	0,5
Propan	0,7

Das Gemisch (3040 g/h) wurde von unten in eine Kolonne eingeführt, die schematisch im wesentlichen wie die in der Figur gezeigte Kolonne ausgebildet ist. Es wurde eine Kolonne mit Glockenböden verwendet. Die Kolonne war 2,6 m hoch und hatte einen Durchmesser von 8 cm. Die Anzahl der Böden betrug 27. Die Temperatur im Kolonnensumpf betrug 120°C. Die Kondensationswärme wurde über Wärmeüberträger an den Böden 1 und 27 abgeführt. Am Kopf der Kolonne wurde kontinuierlich Phenothiazin als Stabilisator zugegeben.

Vom Kolonnensumpf wurde eine Schwersiederfraktion der in Tabelle 2 angegebenen Zusammensetzung von 1 g/h bei 120°C ausgeschleust:

Tabelle 2

Komponente	Konzentration, Gew.-%
Wasser	0,6
Formaldehyd	0,002
45 Essigsäure	0,403
Acrylsäure	40
Maleinsäureanhydrid	0,9
Benzoessäure	9,0
Acrolein	0,006
50 Phthalsäureanhydrid	3,6
Propionsäure	0,008
Maleinsäure	0
Allylacrylat	0,002
Benzaldehyd	0,006
55 Furfural	0,009
Phenothiazin	Rest (45,464)
Stickstoff	0
Sauerstoff	0
Kohlenoxid	0
60 Kohlendioxid	0
Propen	0
Propan	0

65 Am Boden 3 wurde über Seitenabzug folgende Mittelsiederfraktion (Tabelle 3) von 350 g/h bei 93°C aus der Kolonne abgezogen:

9

Tabelle 3

Komponente	Konzentration, Gew.-%
Wasser	1,1
Formaldehyd	0,004
Essigsäure	1,0
Acrylsäure	Rest (96,914)
Maleinsäureanhydrid	0,6
Benzoessäure	0,2
Acrolein	0,008
Phthalsäureanhydrid	0,1
Propionsäure	0,02
Maleinsäure	0
Allylacrylat	0,01
Benzaldehyd	0,004
Furfural	0,01
Phenothiazin	0,03
Stickstoff	0
Sauerstoff	0
Kohlenoxid	0
Kohlendioxid	0
Propen	0
Propan	0

Am Boden 27 wurde folgende Leichtsiederfraktion (Tabelle 4) von 90 g/h bei 34°C abgenommen:

Tabelle 4

Komponente	Konzentration, Gew.-%
Wasser	Rest (87,69)
Formaldehyd	0,08
Essigsäure	8,2
Acrylsäure	4,0
Maleinsäureanhydrid	0
Benzoessäure	0
Acrolein	0,03
Phthalsäureanhydrid	0
Propionsäure	0
Maleinsäure	0
Allylacrylat	0
Benzaldehyd	0
Furfural	0
Phenothiazin	0
Stickstoff	0
Sauerstoff	0
Kohlenoxid	0
Kohlendioxid	0
Propen	0
Propan	0

Die nicht kondensierbaren Komponenten (Abgas) wurden über Kopf abgeführt. Ihre Zusammensetzung war bei 2640 g/h und 25°C wie folgt:

Tabelle 5

Komponente	Konzentration, Gew.-%
Wasser	2,0
Formaldehyd	0,2
Essigsäure	0,09
Acrylsäure	0,03
Maleinsäureanhydrid	0
Benzoessäure	0
Acrolein	0,1

10

Komponente	Konzentration, Gew.-%
Phthalsäureanhydrid	0
Propionsäure	0
Maleinsäure	0
Allylacrylat	0
Benzaldehyd	0
Furfural	0
Phenothiazin	0
Stickstoff	Rest (88,18)
Sauerstoff	4,1
Kohlenoxid	0,9
Kohlendioxid	3,0
Propen	0,6
Propan	0,8

Wie aus dem Vergleich von Tabelle 3 mit den übrigen Tabellen ersichtlich ist, wird durch den Einsatz einer Kolonne zur Kondensation Acrylsäure hoher Reinheit sowie eine gute Auftrennung der weiteren Komponenten erhalten.

Patentansprüche

- Verfahren zur fraktionierten Kondensation eines heißen Gasgemisches, das wenigstens zwei kondensierbare Komponenten und einen hohen Anteil wenigstens einer nicht kondensierbaren Komponente enthält, **dadurch gekennzeichnet**, daß man das Gasgemisch durch eine Kolonne mit trennwirksamen Einbauten führt und die kondensierbaren Komponenten durch Kühlung auskondensiert.
- Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß ein heißes Gasgemisch mit einer Schwertsieder-, Mittelsieder- und Leichtsiederfraktion kondensiert wird.
- Verfahren nach Anspruch 2, dadurch gekennzeichnet, daß jede der Schwertsieder-, Mittelsieder- und Leichtsiederfraktionen eine oder mehrere Komponenten enthält.
- Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 3, dadurch gekennzeichnet, daß ein heißes Gasgemisch mit zwischen 20 und 100 Gew.-% nicht kondensierbaren Komponenten bezogen auf 100 Gew.-% Gasgemisch kondensiert wird.
- Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß ein heißes Gasgemisch mit einer Temperatur zwischen 100 und 350°C kondensiert wird.
- Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß als heißes Gasgemisch ein Reaktionsgas kondensiert wird, wie es bei der katalytischen Gasphasenoxidation von C₃-/C₄-Alkanen, -Alkenen, -Alkanolen, und/oder -Alkalen und/oder Vorstufen davon zu Acrylsäure oder Methacrylsäure entsteht.
- Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß eine Kolonne mit einer oder mehreren Kühlvorrichtungen verwendet wird.
- Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß als trennwirksame Kolonneneinbauten Packungen, Füllkörper und/oder Böden verwendet werden.
- Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß das heiße Gasgemisch vor der Auskondensation abgekühlt wird.
- Verwendung einer Kolonne mit trennwirksamen Einbauten zur fraktionierten Kondensation von heißen Gasgemischen mit einem hohen Anteil an nicht kon-

densierbaren Komponenten.

Hierzu 1 Seite(n) Zeichnungen

5

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

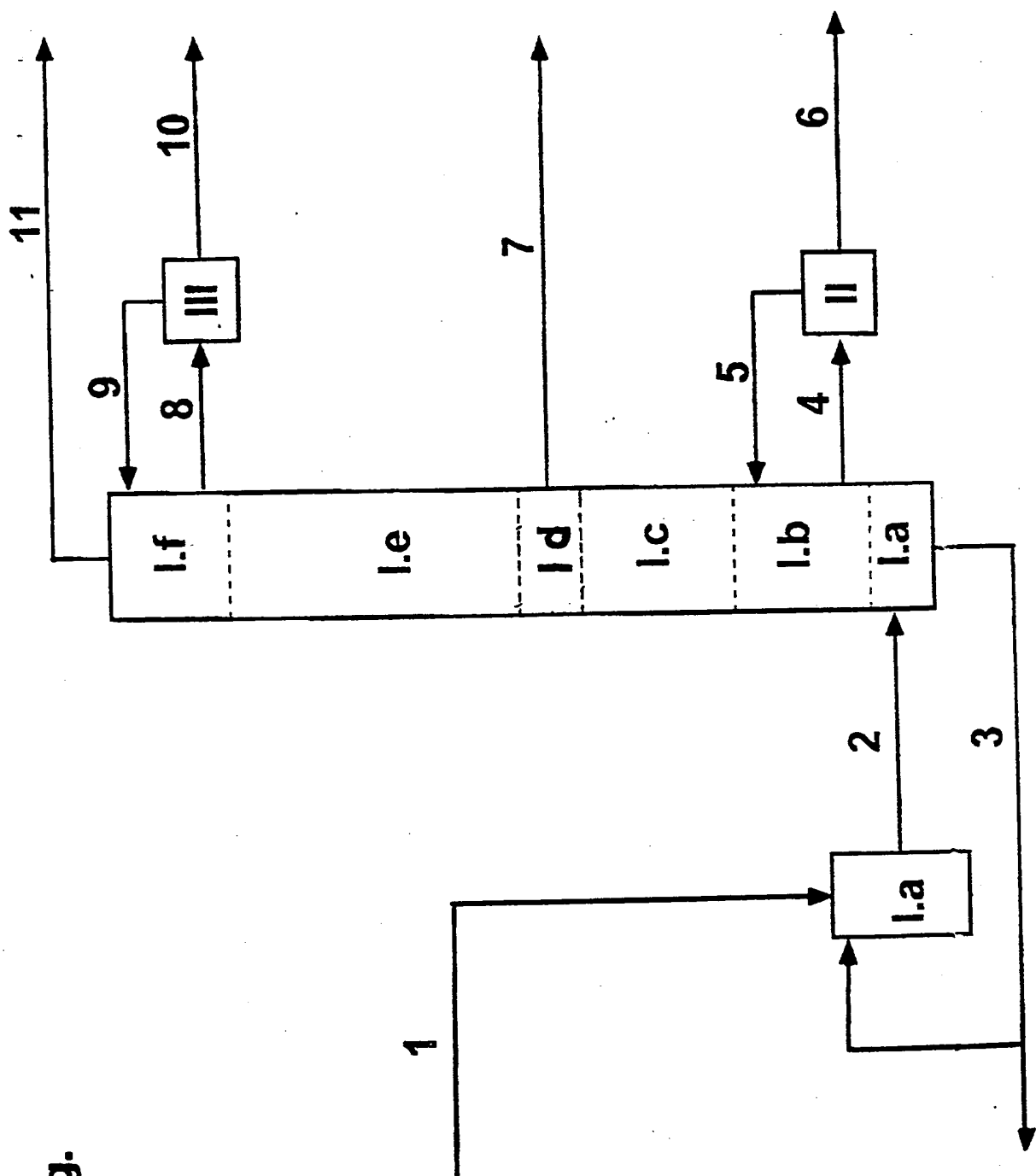


Fig.

tion of the solvent in a direct condenser (quench) prior to the countercurrent absorption. In addition to this absorption into a high boiling solvent mixture of the reaction product comprising acrylic acid, other processes envisage the total condensation of acrylic acid and of the water of reaction formed in the course of the catalytic oxidation. This gives rise to an aqueous acrylic acid solution which can be further worked up via distillation with an azeotrope (cf. eg. DE-C-3 429 391 and JP-A-1 124 766) or via an extraction process (cf. eg. DE-A-2 164 767 and JP-A-5 81 40-039). In EP-A-0 551 111, the acrylic acid mixture produced by gas phase oxidation is contacted with water in an absorption tower and the resulting aqueous solution is distilled in the presence of a solvent that forms azeotrope with polar low boilers such as water or acetic acid. Further, DE-C-2 323 328 discloses removing acrylic acid from an aqueous butanol/acrylic acid esterification waste liquor by extraction with a specific mixture of organic solvents. The processes described have the disadvantage of employing for the extraction or absorption an organic solvent which has to be removed again in a further operation, such as a rectification, under high thermal stress.

It is an object of the present invention to create a process for separating a hot gas mixture having a high proportion of uncondensable components, as obtained, for example, in the catalytic gas phase oxidation to acrylic acid, into its components with very high purity of the components and with the minimum number of steps.

We have found that this object is achieved and that, surprisingly, a hot gas mixture having a high proportion of uncondensable components can be fractionally condensed by passing it upwardly into a column having separatory internals and condensing out the condensable components by cooling. The condensable components of the gas mixture,

for example acrylic acid from a reaction gas mixture produced in the gas phase oxidation process, are obtained in high purity.

The present invention accordingly provides a process for fractional condensation of a hot gas mixture comprising at least two condensable components and a high proportion of uncondensable components by passing the gas mixture through a column having separatory internals and condensing out the condensable components by cooling. In a preferred embodiment, the hot gas mixture has a high boilers fraction, a medium boilers fraction and a low boilers fraction, of which each in turn comprises one or more components, as is the case, for example, with the hot reaction production gas mixture produced in the production of acrylic acid by catalytic gas phase oxidation. Further preferred embodiments of the invention will be apparent from the description which follows, the subclaims, the figure and the example. The invention further provides for the use of a column having separatory internals for fractional condensation of hot gas mixtures having a high proportion of uncondensable components.

The sole figure is a schematic depiction of a preferred column for carrying out the process of the invention.

The columns which can be used for the process of the invention are not subject to any special restrictions. Any column having separatory internals is suitable in principle. Suitable column internals include all commonly used internals, especially trays, ordered packings and/or random packings. Preferred trays are bubblecap trays, sieve trays, valve trays and/or dual-flow trays. The column comprises at least one cooling means. Suitable cooling means include all heat transferors or heat exchangers in which the heat released in the course of the condensation is removed indirectly (externally). Any apparatus commonly employed for this purpose can be used, and tube bundle

heat exchangers, plate heat exchangers and air coolers are preferred. Suitable cooling media are air in the case of an air cooler and cooling liquids, especially water, in the case of other cooling means. If only one cooling means is provided, it is installed at the top of the column in which the low boilers fraction is condensed out. One of ordinary skill in the art is easily able to determine the number of cooling means required as a function of the purity desired for the condensed fractions and hence of the components, the purity of the condensed components being essentially determined by the installed separating performance of the column, ie. the column height, and the energy carried in via the gas mixture to be condensed. Advantageously, if a plurality of cooling means are present, they are installed in different sections of the column. For example, in the case of a hot gas mixture comprising a high boilers fraction, a medium boilers fraction and a low boilers fraction as well as the high proportion of uncondensable components, a cooling means can be provided in the lower section of the column to condense out the high boilers fraction and a cooling means can be provided at the top of the column to condense out the low boilers fraction. The condensed fractions are taken off at the respective sections in the column via sidestream take-off. Depending on the number of components in the high boilers, medium boilers and low boilers fractions, there may also be provided a plurality of sidestream takeoffs for each fraction. The fractions taken off via the sidestream takeoffs can then be subjected to further purifying steps, for example distillative or extractive separating processes or a crystallization, depending on the purity desired for the components. In a preferred embodiment of the invention, there is one high boilers takeoff, one low boilers takeoff and there are 0, 1 or 2 medium boilers takeoffs. The pressure in the column depends on the amount of uncondensable components and is preferably 0.5 - 5 bar

absolute, especially 0.8 - 3 bar absolute. The exact operating conditions for the column, such as temperature and pressure profile, interconnection and disposition of the cooling means, disposition of the sidestream takeoffs to take off the desired fractions, choice of column height and of column diameter, number and spacing of separatory internals/trays in the column or type of separatory column internals, can be determined by one of ordinary skill in the art as part of the customary design engineering to meet the separating objectives.

The gas mixture used can be any hot gas mixture comprising at least two condensable components and a high proportion of at least one uncondensable component and not exhibiting any pronounced azeotrope formation. That is, azeotropes are suitable when the composition of the azeotropic mixture is shifted very far to one side. For the purposes of the present invention, the term "condensable components" covers any components or compounds whose boiling point is not lower than -40°C at atmospheric pressure (1 bar), preferably not less than -30°C at atmospheric pressure (1 bar), especially not lower than -20°C at atmospheric pressure (1 bar). The temperature of the hot gas mixture to be condensed is advantageously within the range from 20 to 450°C, especially within the range from 100 to 350°C, and most preferably within the range from 150 to 300°C. The proportion of uncondensables is advantageously within the range from 20 to 100 % by weight, especially within the range from 50 to 95 % by weight, most preferably within the range from 70 to 90 % by weight, each percentage being based on 100 % by weight of hot gas mixture. In a preferred embodiment of the invention, the gas mixture, in addition to one or more uncondensable components, includes a high boilers fraction, a medium boilers fraction and a low boilers fraction, each of which in turn comprises one or more components. The terms high boilers and low boilers

are herein defined in relation to the desired product which appears in the medium boilers fraction, and designate the fractions which have a lower or higher boiling point or boiling range, respectively, than the medium boilers fraction, said boiling points or ranges differing from the boiling range/point of the medium boilers fraction by not less than from 5 to 10°C.

In a preferred embodiment, the hot gas mixture is cooled down directly or indirectly (externally) prior to the condensing out. This can be accomplished via indirect cooling, eg. gas coolers, but also via direct cooling with a cold high boiling assistant, for example high boiling hydrocarbons, but preferably with the high boilers fraction condensed out of the gas mixture. However, an assistant has the disadvantage that it has to be worked up again. In apparatus terms, the cooling can take place away from the column in a separate apparatus, for example a gas cooler, a quench or a flash dry, or integrated in the bottom of the column (with or without column internals). Cooling lowers the temperature of the hot gas mixture to 50-300°C, especially 70-200°C, below the boiling point of the highest boiling component.

A particularly suitable hot gas mixture is the reaction gas mixture produced in the catalytic gas phase oxidation of C₃- and C₄-alkanes, -alkenes, -alkanols and/or -alkinals and/or precursors thereof to acrylic acid and methacrylic acid, respectively, according to known processes. It is particularly advantageous to use propene, propane, acrolein, tert-butanol, isobutene, isobutane, isobutyraldehyde, methacrolein, isobutyric acid or methyl tert-butyl ether. However, suitable starting compounds further include those from which the actual C₃/C₄ starting compound is formed as an intermediate during the gas phase oxidation. Examples which may be mentioned here are isobutyric acid and methyl tert-butyl ether for the production of

methacrylic acid. Both acrylic acid and methacrylic acid can be produced directly from propane and isobutane, respectively. When propane is used as starting material, it can be converted into a propene/propane mixture according to known processes by catalytic oxydehydrogenation (according to US-A-5 510 558, for example), homogeneous oxydehydrogenation (according to CN-A-1 105 352, for example) or catalytic dehydrogenation according to EP-A-0 253 409, for example). Suitable propene/propane mixtures are further refinery propene (70 % of propene and 30 % of propane) or cracker propene (95 % of propene and 5 % of propane). When a propene/propane mixture is used to produce acrylic acid, propane acts as diluent and/or reactant. Like propane, isobutane can also act as reactant, both can be converted directly, for example as described in EP-B-0 608 838, into acrylic acid and methacrylic acid respectively. In the production of acrylic acid and methacrylic acid, the starting gases are generally diluted with inert gases such as nitrogen, CO₂, saturated C₁-C₆-hydrocarbons and/or water vapor, passed over transition-metallic (eg. Mo-, V-, W- and/or Fe-containing) mixed oxide catalysts at elevated temperatures (customarily within the range from 200 to 450°C) and optionally elevated pressure in a mixture with oxygen and oxidatively converted into acrylic acid and methacrylic acid respectively (cf. eg. DE-A-4 405 059, EP-A-0 253 409, EP-A-0 092 097 and DE-A-4 431 949). These reactions are carried out, for example, as single-stage processes or as multi-stage processes. Particularly suitable processes for producing methacrylic acid are those which are based on methacrolein, especially when the methacrolein is produced by gas phase catalytic oxidation of tert-butanol, isobutane or isobutene or by reaction of formaldehyde with propionaldehyde as described in EP-B-0 092 097 and EP-B-0 058 927. The resulting reaction gas mixture, in addition to the desired acid, includes cocomponents such

as unconverted acrolein or methacrolein and/or propene or isobutene, water vapor, carbon monoxide, carbon dioxide, nitrogen, oxygen, acetic acid, propionic acid, formaldehyde, further aldehydes and maleic anhydride. The reaction gas mixture customarily includes, based on the total reaction gas mixture, from 1 to 30 % by weight of acrylic acid or methacrylic acid, from 0.05 to 1 % by weight of propene or isobutene and from 0.05 to 1 % by weight of acrolein or methacrolein, from 0.05 to 10 % by weight of oxygen, from 0.05 to 2 % by weight of acetic acid, from 0.01 to 2 % by weight of propionic acid, from 0.05 to 1 % by weight of formaldehyde, from 0.05 to 2 % by weight of aldehyde, from 0.01 to 0.5 % by weight of maleic anhydride and from 20 to 98 % by weight, preferably 50 - 90 % by weight, of inert diluents. The inert diluents present are in particular saturated C₁-C₆-hydrocarbons, such as from 0 to 90 % by weight of methane and/or propane, as well as from 1 to 30 % by weight of water vapor, from 0.05 to 15 % by weight of carbon oxides and from 0 to 90 % by weight of nitrogen, each percentage being based on 100 % by weight of diluent. Thus, such a gas mixture, as well as the target component acrylic acid or methacrylic acid, which condenses as medium boilers fraction, will include further compounds in the high boilers and low boilers range. The fractional condensation is then advantageously carried out in such a way that the column is provided with two cooling means, one in the lower region of the column to condense out the high boiling components and one in the upper region of the column to condense out the low boilers fraction.

If a high boilers fraction, medium boilers fraction and a low boilers fraction and uncondensables are present, the process is advantageously carried out as shown in the figure and as will be described hereinafter, the column being dividable into different sections in which different

technical objectives are achieved. The reference numerals in the figure designate the individual sections in the column (I.a to I.f) or separate sections/apparatuses of the column (I.a), feed and discharge lines (1 -11) and also the cooling circuits II and III.

Ia. Bottom region:

Cooling the hot gas mixture

The hot gas mixture is introduced and cooled down in the bottom region I.a. This can be accomplished by indirect cooling, for example heat exchangers, or direct cooling with high boilers fraction condensed in the next section of the column as cooling medium. Alternatively to the bottom region of the column, the cooling can also take place away from the column in a separate apparatus I.a, as shown in the figure. In this case, the hot gas mixture to be condensed comes from line 1 and is cooled down in a quench or pre-quench I.a and passed via line 2 to the bottom region I.a of the column. Line 3 carries the cooling medium (condensed high boilers fraction) into the quench or prequench to cool the hot gas mixture. If the cooling is carried out with a high boiling assistant or with the high boilers fraction from region I.b., a portion of the stream, customarily less than 1 % by weight, based on 100 % by weight of condensate in the side-stream takeoff, can be removed from the process.

I.b Cooling circuit II:

Condensing the high boilers fraction

In column section I.b, the heat of condensation is removed externally via cooling circuit II using a heat exchanger and, for example, water as cooling medium by discharging condensed high boilers fraction from the column via line 4, cooling it and returning a portion of the cooled, condensed high boilers frac-

tion into the column via line 5, whereas the other portion, customarily less than 1 % by weight, based on 100 % by weight of condensate in the sidestream takeoff, is removed from the process via line 6. The returned, condensed high boilers fraction is passed countercurrently to the ascending gas. Depending on the separating objective, it is also possible to combine sections I.a and I.b of the column, ie. the cooling of the reaction gas and the condensation of the high boilers fraction, in a single apparatus (not depicted), so that the processes mentioned can be carried out simultaneously. It is also possible to provide, instead of the external circuit II, a direct cooling system (not depicted) in which a high boiling assistant is injected for cooling, this high boiling assistant being in turn recirculated or worked up externally.

I.c Cooling circuit II & sidestream takeoff:
High boilers enrichment

The column section I.c between column section I.b (cooling circuit II) and I.d (sidestream takeoff) is where the high boilers fraction is distillatively enriched and condensed out of the countercurrently upwardly moving gas stream in the direction of cooling circuit II.

I.d Sidestream takeoff:
Taking off the medium boilers fraction

Sidestream takeoff 7 in column section I.d. is where desired target components such as acrylic acid or methacrylic acid are removed. In the extreme case of a single-stage condensation, the region of the sidestream takeoff 7 is where the medium boilers fraction condenses out of the countercurrently upwardly moving gas mixture.

I.e Sidestream takeoff & cooling circuit III:
Medium boilers enrichment

Column section I.e between column section I.d (side-stream takeoff 7) and I.f (cooling circuit III) is where the medium boilers fraction is distillatively enriched from the countercurrently upwardly moving gas stream in the direction of the sidestream takeoff (region I.d). It is also possible to combine sections I.d and I.e of the column into one section (not depicted). In this case it is advantageous to instal a collecting tray in section I.d of the column so as to withdraw liquid from the column.

I.f Cooling circuit III:
Condensing the low boilers fraction

In column section I.f of the external cooling circuit III, the low boilers fraction is condensed from the countercurrently upwardly moving gas stream. The heat of condensation is removed externally, similarly to cooling circuit II, via cooling circuit III using a heat exchanger and, for example, water as cooling medium by discharging condensed low boilers fraction from the column via line 8, cooling it and returning a portion of the cooled, condensed low boilers fraction into the column via line 9, whereas the other portion is removed from the process via line 10.

The uncondensed gases are withdrawn from the column overhead via line 11, and, if desired, the gas stream may additionally be superheated in order that further condensation in the vapors pipe may be avoided.

The column shown in schematic depiction in the figure is particularly useful for fractional condensation of an abovementioned reaction gas mixture as obtained in the catalytic gas phase oxidation to acrylic acid or methacrylic acid. In this case, to avoid any polymerization,

it is advantageous to add, at one or more sites in the column which are readily determined by one of ordinary skill in the art, a stabilizer, especially phenothiazine or another stabilizer disclosed in EP-A-0 765 856. The target product, acrylic acid or methacrylic acid, is taken off from the column via sidestream takeoff 7 in a high purity of above 95 % by weight, especially above 97 % by weight, each percentage being based on the condensate taken off in the sidestream takeoff. The uncondensable components, which are preferably nitrogen, carbon monoxide, carbon dioxide, oxygen, methane, propane and propene, are withdrawn from the column overhead via line 11. The high boilers fraction condensed out in section I.b, predominantly comprising maleic anhydride, benzoic acid, stabilizers such as phenothiazine and other stabilizers disclosed in EP-A-0 765 856, acrylic acid monomer and acrylic acid oligomer is removed from the system via line 6, whereas the condensed-out low boilers fraction, predominantly comprising water, acetic acid and formaldehyde, is withdrawn via line 10.

Unlike prior art processes for removing acrylic acid, which necessitate the use of an absorbent or extractant, the invention makes it possible to remove acrylic acid or methacrylic acid in high purity by passing the hot reaction gases from the catalytic gas phase oxidation upwardly into an absorption column and allowing them to ascend therein without passing an external absorbent in countercurrent. The ascending gases cool, the condensable constituents condense and form a quasi descending "internal absorbent". This enables the process of the present invention to recover acrylic acid or methacrylic acid at high purity without external absorbent or extractant. The process of the invention further provides optimal utilization of the thermal energy in the hot reaction gases from the catalytic gas phase oxidation process. In addition,

the uncondensable components taken off overhead can be returned as diluent or recycle gas into the acrylic acid or methacrylic acid synthesis stage.

The process of the invention provides a single step not only for the separation of a hot gas mixture into a condensable portion and an uncondensable portion, but also for a separation of the condensable portion into fractions boiling at different boiling points or boiling ranges and hence a high purity for the various components. As mentioned earlier, the condensed components form a quasi descending "internal absorbent", which is why the process of the invention can simply be considered an advantageous combination of rectification and absorption. What is particularly surprising is that this high purity of the components is possible without use of an assistant. The process of the invention makes optimum use of the thermal energy of gas mixtures from reactions forming hot gas mixtures. The process of the invention is distinguished from conventional distillation, rectification and condensation processes in that a high proportion of uncondensable components are present. The proportion of uncondensables is usually less than 5 % in the case of the abovementioned conventional processes. This enables the process of the invention to provide for a particularly advantageous separation of a hot gas mixture having a high proportion of uncondensable components into its condensable components in a single step. It is particularly advantageous that the desired components can be obtained in high purity.

The preferred embodiment of the invention will now be more particularly described by way of example.

Example:

An acrylic acid catalytic gas phase oxidation process yielded a mixture of the following composition (Table 1) at 270°C:

Table 1

Component	Concentration, % by weight
Water	4.4
Formaldehyde	0.2
Acetic acid	0.4
Acrylic acid	10.1
Maleic anhydride	0.07
Benzoic acid	0.02
Acrolein	0.1
Phthalic anhydride	0.01
Propionic acid	0.002
Maleic acid	0.0

Component	Concentration, % by weight
Allyl acrylate	0.001
Benzaldehyde	0.001
Furfural	0.001
Phenothiazine	0.0
Nitrogen	balance (76.545)
Oxygen	3.6
Carbon monoxide	0.75
Carbon dioxide	2.6
Propene	0.5
Propane	0.7

The mixture (3040 g/h) was introduced upwardly into a column constructed in schematic terms substantially like the column in the figure. The column used had bubblecap trays. It was 2.6 m in height and 8 cm in diameter. The number of trays was 27. The temperature at the base of the column was 120°C. The heat of condensation was removed via heat transferors at trays 1 and 27. Phenothiazine was continuously added as stabilizer at the top of the column.

A high boilers fraction of the composition according to Table 2 was removed from the base of the column at 120°C at a rate of 1 g/h:

Table 2

Component	Concentration, % by weight
Water	0.6
Formaldehyde	0.002
Acetic acid	0.403
Acrylic acid	40
Maleic anhydride	0.9
Benzoic acid	9.0
Acrolein	0.006
Phthalic anhydride	3.6
Propionic acid	0.008
Maleic acid	0
Allyl acrylate	0.002
Benzaldehyde	0.006
Furfural	0.009
Phenothiazine	balance (45.464)
Nitrogen	0
Oxygen	0
Carbon monoxide	0
Carbon dioxide	0
Propene	0
Propane	0

The following medium boilers fraction (Table 3) was taken off via the sidestream takeoff at tray 3 at 93°C at a rate of 350 g/h:

Table 3

Component	Concentration, % by weight
Water	1.1
Formaldehyde	0.004
Acetic acid	1.0
Acrylic acid	balance (96.914)
Maleic anhydride	0.6
Benzoic acid	0.2
Acrolein	0.008
Phthalic anhydride	0.1
Propionic acid	0.02
Maleic acid	0
Allyl acrylate	0.01
Benzaldehyde	0.004
Furfural	0.01
Phenothiazine	0.03
Nitrogen	0
Oxygen	0
Carbon monoxide	0
Carbon dioxide	0
Propene	0
Propane	0

The following low boilers fraction (Table 4) was withdrawn at tray 27 at 34°C at a rate of 90 g/h:

Table 4

Component	Concentration, % by weight
Water	balance (87.69)
Formaldehyde	0.08
Acetic acid	8.2
Acrylic acid	4.0
Maleic anhydride	0
Benzoic acid	0
Acrolein	0.03
Phthalic anhydride	0
Propionic acid	0
Maleic acid	0
Allyl acrylate	0
Benzaldehyde	0
Furfural	0
Phenothiazine	0
Nitrogen	0
Oxygen	0
Carbon monoxide	0
Carbon dioxide	0
Propene	0
Propane	0

The uncondensable components (waste gas) were taken off overhead. Their composition at 2640 g/h and 25°C was as follows:

Table 5

Component	Concentration, % by weight
Water	2.0
Formaldehyde	0.2
Acetic acid	0.09
Acrylic acid	0.03
Maleic anhydride	0
Benzoic acid	0
Acrolein	0.1
Phthalic anhydride	0
Propionic acid	0
Maleic acid	0
Allyl acrylate	0
Benzaldehyde	0
Furfural	0
Phenothiazine	0
Nitrogen	balance (88.18)
Oxygen	4.1
Carbon monoxide	0.9
Carbon dioxide	3.0
Propene	0.6
Propane	0.8

As is evident from the comparison of Table 3 with the other tables, the use of one condensation column affords acrylic acid of high purity and good separation of the other components.

BASF Aktiengesellschaft September 12, 1997

NAE19960821 G/MK/lu

We claim:

1. A process for fractional condensation of a hot gas mixture comprising at least two condensable components and a high proportion of at least one uncondensable component, which comprises passing the gas mixture through a column having separatory internals and condensing out the condensable components by cooling.
2. A process as claimed in claim 1, wherein the hot gas mixture has a high boilers fraction, a medium boilers fraction and a low boilers fraction.
3. A process as claimed in claim 2, wherein each of the high boilers, medium boilers and low boilers fractions comprises one or more components.
4. A process as claimed in any of claims 1 to 3, wherein the proportion of uncondensable components in the hot gas mixture is within the range from 20 to 100 % by weight, based on 100 % by weight of gas mixture.
5. A process as claimed in any of the preceding claims, wherein the hot gas mixture has a temperature within the range from 100 to 350°C.
6. A process as claimed in any of the preceding claims, wherein the hot gas mixture is a reaction gas as produced in the catalytic gas phase oxidation of C₃-C₄-alkanes, -alkenes, -alkanols and/or -alkanals and/or precursors thereof to acrylic acid or methacrylic acid.
7. A process as claimed in any of the preceding claims, wherein the column used has one or more cooling means.
8. A process as claimed in any of the preceding claims, wherein the separatory internals used are ordered packings, random packings and/or trays.

9. A process as claimed in any of the preceding claims, wherein the hot gas mixture is cooled prior to the condensing out.

10. The use of a column having separatory internals for fractional condensation of hot gas mixtures having a high proportion of uncondensable components.

BASF Aktiengesellschaft September 12, 1997

NAE19960821 G/MK/lu

Abstract

The process for fractional condensation of a hot gas mixture comprising at least two condensable components and a high proportion of at least one uncondensable component comprises passing the gas mixture through a column having separatory internals and condensing out the condensable components by cooling.